

⑤1

Int. Cl.:

B 01 j, 9/00

BUNDESREPUBLIK DEUTSCHLAND

DEUTSCHES PATENTAMT



⑤2

Deutsche Kl.: 12 g, 4/02

⑩

⑪

Offenlegungsschrift 2016 614

⑫

Aktenzeichen: P 20 16 614.7

⑬

Anmeldetag: 8. April 1970

⑭

Offenlegungstag: 21. Oktober 1971

Ausstellungspriorität: —

⑮

Unionspriorität

⑯

Datum: —

⑰

Land: —

⑱

Aktenzeichen: —

⑤4

Bezeichnung: Vorrichtung und Verfahren zur Durchführung exothermer katalytischer Oxydationsreaktionen

⑥1

Zusatz zu: —

⑥2

Ausscheidung aus: —

⑦1

Anmelder: Badische Anilin- & Soda-Fabrik AG, 6700 Ludwigshafen

Vertreter gem. § 16 PatG: —

⑦2

Als Erfinder benannt. Krabetz, Richard, Dr., 6719 Kirchheim;
Frey, Walter, Dipl.-Ing. Dr., 6700 Ludwigshafen

Benachrichtigung gemäß Art. 7 § 1 Abs. 2 Nr. 1 d. Ges. v. 4. 9. 1967 (BGBl. I S. 960): —

DT 2016614

Unser Zeichen: O.Z. 26 724 D/ef/Fe

6700 Ludwigshafen, den 7.4.1970

Vorrichtung und Verfahren zur Durchführung exothermer
katalytischer Oxydationsreaktionen

Oxydationsreaktionen, die in der Gasphase an festen Katalysatoren unter starker Wärmeentwicklung verlaufen und bei denen die gewünschten Produkte partielle Oxydationsprodukte darstellen, wie beispielsweise die Oxydation von Butenen und Butadien zu Essigsäure oder Maleinsäure, von Isobutylene zu Methacrolein, von Propylen zu Acrolein und Acrylsäure, von Methanol zu Formaldehyd, von o-Xylol zu Phthalsäureanhydrid sowie die Ammonoxydation von Propylen oder o-Xylol zu Acrylnitril bzw. Phthalodinitril, müssen möglichst unter isothermen Bedingungen durchgeführt werden, um Nebenreaktionen oder Überoxydation als Folge einer zu starken Erhitzung des Katalysators zu vermeiden.

Es sind drei Reaktor- bzw. Verfahrensprinzipien bekannt: Die isotherme Wirbelschicht, das quasiisotherme Reaktionsrohr und das Metallnetz. Die Vor- und Nachteile der genannten Verfahrensprinzipien sind verschiedentlich beschrieben worden. Bei dem Wirbelschichtreaktor wird zwar eine einheitliche Temperatur innerhalb der Katalysatorschicht weitgehend erreicht, wegen der starken Streuung der Verweilzeit ist jedoch häufig die Wirbelschicht weniger selektiv. Der Verwendbarkeit des axial durchströmten Strömungsrohres sind ebenfalls Grenzen gesetzt. Die Reaktionsgeschwindigkeit und damit die pro Zeiteinheit entwickelte Wärmemenge ist am Eingang in die Katalysatorschicht am höchsten; sie sinkt mit der Katalysatorschicht entsprechend der abnehmenden Konzentration der Reaktionspartner mehr oder weniger ab. Um örtliche Überhitzung in den ersten Katalysatorzonen und damit Überoxydation zu vermeiden, muß der Wärmeübergang Katalysator-schüttung-Kühlmedium rasch genug erfolgen.

Maßnahmen zur Erhöhung der Geschwindigkeit dieses Wärmeüberganges bestehen darin, daß man die Kühlfläche je Volumeneinheit Katalysator beispielsweise durch die Wahl kleinerer Rohrdurchmesser

bei Röhrenöfen bzw. kleinerer Plattenabstände bei Plattenkontaktöfen und durch Profiländerung der Rohre vergrößert oder durch Siedekühlung der Rohre durch Verwendung von bewegten Wärmeübertragungsmedien mit hohen Wärmeleit- bzw. Wärmeübergangskoeffizienten den Wärmeübergangswiderstand oder durch Erhöhung der linearen Gasgeschwindigkeit der Reaktionsgase bei unveränderter Raumbelastung des Wärmeübergangswiderstandes auf der Rohrrinnen-seite zu verkleinern versucht (= Verlängerung der Rohre).

Der Verkleinerung des Rohrdurchmessers sind Grenzen dadurch gesetzt, daß das Verhältnis Korndurchmesser zu Rohrdurchmesser mindestens 1 : 5 bis 1 : 8 betragen muß, um eine relativ gleichmäßige Verweilzeit über den Rohrquerschnitt zu erreichen. Da eine Korngröße des Katalysators von unter 3 - 4 mm nur in Form von Splitt eingesetzt werden kann, der in technisch üblichen Schütthöhen von 200 bis 300 cm wegen geringerer Abriebfestigkeit und strömungstechnisch ungünstiger Abmessungen zu hohen Druckverlusten führt, stellen auch aus Kostengründen Rohrdurchmesser von 15 mm die unterste Grenze dar, die in der Praxis verwendet werden. Die Schütthöhe des Katalysators und damit bei gegebener Raumbelastung die Lineargeschwindigkeit der Reaktionsgase wird nach oben begrenzt durch den Druckverlust. Schütthöhen von über 250 - 300 cm bzw. Lineargeschwindigkeiten von über 1,5 - 2 m/sec werden daher selten benutzt. Da mit einer Erhöhung der linearen Gasgeschwindigkeit der Druckverlust quadratisch ansteigt, wird entsprechend der Druckabhängigkeit der Reaktionsgeschwindigkeit das Verhältnis Wärmeentwicklung am Schichteingang und Ende mit steigender Lineargeschwindigkeit ungünstiger. Ein allgemeiner Nachteil von Röhrenöfen oder von Plattenöfen mit parallel angeordneten Platten ist, daß der Rohrdurchmesser bzw. Plattenabstand der Wärmeentwicklung am Schichteingang angepaßt werden muß; der Rest der Katalysatorschicht ist hinsichtlich der Wärmeaustauschfläche überdimensioniert.

Ein weiterer Nachteil der erwähnten Ofentypen besteht darin, daß die Gaseintrittstemperatur fixiert ist, so daß Höhe und Lage der Temperaturspitze am Schichtbeginn und die optimale axiale Temperaturverteilung beim Nachlassen der Katalysatoraktivität im Laufe der Betriebszeit nur über die Temperatur des umgebenden

109843/1520

Kühlmediums nachgestellt werden kann. Da die Aktivität am Ort der Temperaturspitze stärker geschädigt wird, wandert im Laufe der Betriebszeit die Temperaturspitze zum Schichtausgang und wird flacher; wird der Umsatzrückgang durch eine Erhöhung der Badtemperatur zu kompensieren versucht, so werden auch die nicht geschädigten Katalysatorpartien auf ein für sie ungünstigeres Temperaturniveau gehoben und als Folge davon die Weiter- bzw. Totaloxydation der gewünschten Zwischenprodukte beschleunigt. Die Effekte zwingen häufig dazu, die Reaktion bei niedrigen, beispielsweise weit unterhalb der unteren Explosionsgrenze liegenden Substratkonzentrationen durchzuführen, wodurch die theoretisch erreichbaren Raumzeitausbeuten unterschritten werden und verschiedene Nachteile der hohen Luftverdünnung, wie hoher Druckverlust, Erschwerung der Abscheidung der kondensierbaren Anteile aus dem Abgas, in Kauf genommen werden müssen.

Es galt daher, eine die aufgezeigten Nachteile vermeidende Vorrichtung zur Durchführung exothermer katalytischer Reaktionen zu finden.

Die Lösung der Aufgabe besteht in einem zylindrischen Reaktor zur Durchführung partieller katalytischer Oxydationsreaktionen von gasförmigen organischen Verbindungen an festen Katalysatoren, der mit je einem Stutzen für den Eintritt des Reaktionsgasgemisches und den Austritt der Reaktionsprodukte sowie mit einer Vorrichtung zum Heizen und Kühlen des mit Katalysator gefüllten Reaktionsraumes versehen ist, der so ausgebildet ist, daß miteinander reagierende gasförmige Stoffe die Katalysatorschicht radial durchströmen, wobei der zylindrische Reaktor einen Querschnitt aufweist, in dessen Zentrum sich eine kreisförmige Gaszuführung (1) befindet, um die herum ein in Kreisringsektoren (2 und 3) aufgeteilter innerer Ringraum angeordnet ist, der seinerseits von einem weiteren äußeren Ringraum (4) umgeben ist, wobei die Kreisringsektoren des inneren Ringraumes alternierend als mit Katalysator zu füllende Reaktionsräume (2) mit radialer Gaszuführung (1) von der Mitte zum äußeren als Sammler für die entstehenden Reaktionsprodukte ausgebildeten Ringraum (4) und als mit der Heiz- und

109843/1520

Kühlvorrichtung in Verbindung stehende Wärmeaustauscher (3), in denen das Kühlmedium den Reaktor senkrecht zur radialen Strömungsrichtung der Reaktionsgase geführt wird, ausgebildet sind.

In der Figur 1 ist schematisch im Querschnitt eine beispielsweise Ausführung der Vorrichtung gemäß der Erfindung dargestellt und ist die radiale Führung der Gase durch die Katalysatorsektoren schematisch eingezeichnet.

Das umzusetzende Gasgemisch tritt axial in die zentrale Gaszuführung (1) ein und strömt radial durch eine Lochplatte oder Drahtnetz in die mit Katalysator gefüllten Kreisringsektoren (2). Das umgesetzte Gasgemisch wird im Ringraum (4) gesammelt und bei (5) abgeführt. Die Sektoren (3) sind Plattenwärmetauscher, durch die in axialer Richtung Kühlflüssigkeit gepumpt wird. Gegebenenfalls können Plattenwärmetauscher mit planparallelen Wänden eingebaut werden.

Die von dem Kühlmedium aufgenommene Reaktionswärme wird über Wärmeaustauscher, die sich im zentralen Ringraum (1) oder außerhalb des Reaktors befinden können, wieder abgegeben.

Das Verhältnis der durch die Zwischenwände zwischen den Kreisringsektoren gebildeten Kühlflächen (6) zu dem Volumen der mit Katalysator zu füllenden Reaktionsräume (2) verhält sich wie $10 \text{ m}^2/\text{m}^3$ bis $200 \text{ m}^2/\text{m}^3$, vorzugsweise ist das Verhältnis $30 \text{ m}^2/\text{m}^3$ bis $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Dabei beträgt der Kühlplattenabstand am Gaseingang zwischen 7 mm und 40 mm, vorzugsweise 10 mm bis 25 mm.

Diese Anordnung hat den besonderen Vorteil, daß der Hauptströmungswiderstand am Eingang in die Katalysatorsektoren (2) liegt, sodaß in allen Katalysatorsektoren gleichmäßige Gaszuführung gewährleistet ist.

Außerdem sind durch die besondere räumliche Anordnung des Katalysators in Form von Kreisringsektoren die Wärmeaustauschflächen dem Reaktionsverlauf angepaßt. Der Umsatz und damit

109843/1520

AM 10.11.1974

die Reaktionswärme ist am Eingang in die Katalysatorsektoren am größten, nämlich dort, wo der Abstand der Kühlflächen am geringsten und damit die Kühlwirkung am größten ist.

Dadurch werden eine Schädigung des Katalysators durch Überhitzung und Nebenreaktionen sowie Überoxydationen verhindert und gleichzeitig die Lebensdauer des Katalysators erheblich verlängert.

Für die Konstruktion des "RadialströmungsOfens" ist ein Verhältnis äußerer Durchmesser zu Höhe von 1 : 1 bis 1 : 3 vorteilhaft.

Zweckmäßig verhält sich der Durchmesser der zentralen Gaszuführung (1) zur radialen Bemessung des Ringraumes aus Kühl- und Katalysatorsektoren wie 1 : 1 bis 1 : 4 und zur radialen Bemessung des äußeren Ringraumes (4) wie 1 : 0,01 bis 1 : 0,5.

Zur Füllung der Katalysatorräume sind Einfüllstutzen vorgesehen. Es kann von Vorteil sein, daß die von oben nach unten durchgehenden Katalysatorsektoren in Etagen abgeteilt sind, wobei vorteilhaft Lochböden verwendet werden, die eine gleichmäßige Füllung der Sektoren mit Katalysator erlauben.

Als Kühlmittel dient beispielsweise eine Salzschnelze aus KNO_3 , NaNO_3 , NaNO_2 ; Wasser; Diphenyl oder andere für eine Siedekühlung oder Wärmeabführung geeignete Flüssigkeiten.

Als Baumaterial werden die üblichen Materialien verwendet.

Der beschriebene Reaktor eignet sich insbesondere zur Durchführung von partiellen katalytischen Oxydationen von gasförmigen organischen Verbindungen an festen Katalysatoren in molekularen Sauerstoff enthaltenden Gasgemischen, bei der die freiwerdende Reaktionswärme mehr als 40 Kcal/Mol beträgt, unter Anwendung von Konzentrationen der gasförmigen organischen Verbindungen an oder oberhalb der unteren Explosionsgrenze, wobei die mittleren Verweilzeiten des Reaktionsgasgemisches zwischen 0,1 und 15 Sekunden betragen und beim

109843/1520

BAD ORIGINAL

Passieren der Katalysatorschicht eine lineare Gasgeschwindigkeit des Reaktionsgasgemisches zwischen 200 cm/sec und 2 cm/sec eingehalten wird.

In der Gasphase exotherm verlaufende, partielle katalytische Oxydationen organischer Verbindungen mit molekularem Sauerstoff, gegebenenfalls Wasserdampf und gegebenenfalls Ammoniak sowie Inertgase enthaltenden Gasgemischen, wie Oxydationen von gesättigten oder ungesättigten Kohlenwasserstoffen und Aromaten, aliphatischen und aromatischen Alkoholen oder Aldehyden, lassen sich vorteilhaft in dem beschriebenen Radialströmungs-ofen in hohen Raum-Zeit-Ausbeuten pro Volumeneinheit Katalysator, unter Vermeidung von Nebenreaktionen bei gleichzeitig langer Lebensdauer des Katalysators durchführen.

Die Gaszufuhr erfolgt durch das zentrale Rohr (1). Gegebenenfalls wird das einströmende Reaktionsgasgemisch auf die erforderliche Temperatur erhitzt, indem es über Wärmeaustauscher, die in einer besonders vorteilhaften Ausführungsform mit dem Kühlmittelumlauf in Verbindung stehen, geleitet wird. Der Wärmeaustausch bzw. die Erwärmung der Reaktionsgase auf die erforderliche Reaktionstemperatur kann in dem zentralen Gaszufuhrraum oder außerhalb des Reaktions erfolgen. Je kleiner die Lineargeschwindigkeit umso höher muß im allgemeinen das Gas vorgewärmt werden, um unter sonst gleichen Betriebsbedingungen den gleichen Umsatz zu erhalten.

Das Verfahren ist sowohl bei niedrigen Substratkonzentrationen als auch bei verhältnismäßig hohen Konzentrationen über der unteren Explosionsgrenze durchführbar und für Oxydationsreaktionen, bei denen eine Reaktionswärme von mehr als 40 Kcal/Mol freigesetzt wird, geeignet.

Die für eine gewünschte katalytische Oxydationsreaktion optimalen Verweilzeiten, die gewöhnlich zwischen 0,1 und 15 Sekunden liegen, werden dadurch eingehalten, daß in Abhängigkeit von der radial durchströmten Schichtdicke des Katalysators eine bestimmte lineare Gasgeschwindigkeit des Reaktionsgases eingehalten wird.

109843/1520

BAD ORIGINAL

Unter der linearen Gasgeschwindigkeit wird die Volumenströmung des Reaktionsgases, berechnet auf Normalbedingungen, bezogen auf die angeströmte Querschnittsfläche des Reaktionsraumes, verstanden. Die lineare Gasgeschwindigkeit beeinflusst den Reaktionsverlauf im Reaktor insbesondere im Gebiet hoher Reaktionsgeschwindigkeiten, also bei hohen Substratkonzentrationen oberhalb der unteren Explosionsgrenze. Mit steigender Lineargeschwindigkeit nimmt der Druckverlust quadratisch zu und damit entsprechend der Druckabhängigkeit der Oxydationsgeschwindigkeit die Wärmeentwicklung in der Eingangsschicht. Außerdem kann bei zu hohen Lineargeschwindigkeiten die Wärmeentwicklung im hot spot zu groß werden und der Reaktor neigt stärker zum "Durchgehen" als bei niedrigen Lineargeschwindigkeiten. Deshalb soll eine bestimmte Lineargeschwindigkeit im Katalysator nicht überschritten werden.

Die Konzeption nicht zu hoher Lineargeschwindigkeiten in verhältnismäßig kurzen Katalysatorschichten bei gegebenen Verweilzeiten läßt sich vorteilhaft in den Radialströmungsöfen realisieren. Bei zu niedriger Lineargeschwindigkeit im laminaren Strömungsgebiet ist ein gleichmäßiges Durchströmen der Katalysatorschicht wegen verstärkter Kanalbildung nicht gewährleistet. Zusätzlich ist ein bedeutender Vorteil, daß bei kurzer radial durchströmter Katalysatorschicht der Druckverlust herabgesetzt wird. Dadurch wird der Einsatz kleinerer Katalysatorkörnungen von 1 bis 6 mm Durchmesser, die höhere Leistungen geben, möglich.

Bevorzugt ist der Radialströmungsöfen geeignet für Oxydationsreaktionen mit hohen Umsätzen bei einfachem Durchgang und mit Wärmetönungen von größer als 60 Kcal/Mol und mit einer radial durchströmten Katalysatorschicht von 100 cm bis 200 cm bei mittleren Verweilzeiten von vorzugsweise 1 bis 10 Sekunden, bei der eine Lineargeschwindigkeit zwischen 150 cm/sec und 3 cm/sec eingehalten wird. Dabei werden Katalysatorkörnungen von einem mittleren Durchmesser von 2 bis 4 mm bevorzugt verwendet.

Das erfindungsgemäße Verfahren läßt sich beispielsweise auf
109843/1520

die katalytische Oxydation von ungesättigten C_3 - und C_4 -Kohlenwasserstoffen, wie Propylen, n- und Isobutenen, Butadien oder Gemische dieser Verbindungen sowie alkylsubstituierte aromatische Kohlenwasserstoffe, wie Toluol, o- oder p-Xylol, oder sauerstoffhaltige Verbindungen, wie Alkohole, z. B. Methanol, oder Aldehyde, z. B. Acrolein, anwenden.

Insbesondere ist das Verfahren für die katalytische Oxydation des Propylens zu Acrolein und Acrylsäure und bei Gegenwart von Ammoniak zu Acrylnitril in der Gasphase mit Luft-sauerstoff oder zu Essigsäure neben Maleinsäure oder für die katalytische Oxydation von o-Xylol zu Phthalsäureanhydrid und bei Gegenwart von Ammoniak zu Phthalodinitril oder für die katalytische Oxydation des Methanols zu Formaldehyd oder die Oxydation von Butenen und Butadien oder Gemischen derselben zu Essigsäure oder Maleinsäure geeignet.

Beispiel

Die Reaktion wird in einem Ofen, der schematisch in Figur 2 dargestellt ist, mit einem Nutzinhalt von 0,6 l durchgeführt. Der Kühlplattenabstand beträgt am Gaseingang 10 mm, am Gasausgang 20 mm. Die lineare Gasgeschwindigkeit beträgt bei einer Zufuhr von 60 l technischem Propylen pro 1 Katalysator und Stunde 730 l Luft/l,h und 41 l/l,h Wasserdampf am Eingang in die Schicht 7 cm/sec, am Ausgang aus der Schicht 3,5 cm/sec. Bei einer Katalysatorschicht von 23,7 cm entspricht das einer Verweilzeit von 4,3 sec. Bei einer Vorwärmung des Dampf-Gas-Gemisches auf 220 °C und bei einer Badtemperatur von 355 °C werden Acroleinausbeuten von 65 bis 70 Molprozent bei einer Wasserdampfkonzentration bis herab zu 5 Molprozent erhalten. Wird der Katalysator, aus Oxyden des Molybdäns, Wolframs und Tellur bestehend, statt in Form von 3 mm-Pillen als Splitt mit einer Körnung von 1 bis 3 mm eingesetzt, so kann die Propylenbelastung um 30 % vergrößert werden, ohne daß die Acroleinausbeute nachweisbar zurückgeht. Der Druckverlust ist mit 30 mm Quecksilber wesentlich niedriger als der in einem mit 0,6 bis 1 l Katalysatorpillen gefüllten vergleichbaren 25 mm-Rohr (60 bis 130 mm Quecksilber).

109843/1520

Vergleichsbeispiel

Wird die Reaktion unter gleichen Bedingungen in einem zylindrischen Rohr durchgeführt, dessen Wärmetauschfläche entsprechend einem inneren Durchmesser von 20 (25) mm vergleichbar ist der mittleren Wärmetauschfläche je Volumeneinheit Katalysator im Beispiel 1, so werden bei einer Schichthöhe von 1,91 (2,04) m und entsprechenden linearen Gasgeschwindigkeiten von 43,5 (58) cm/sec Acroleinausbeuten von 60 bis 65 (50 bis 55) Molprozent erhalten. Bei einer Schichthöhe von 2,86 (3,06) m und entsprechenden Lineargeschwindigkeiten von 65,2 (87) cm/sec konnte wegen zu hoher hot spot-Temperaturen und anschließendem Katalysatorzerfall keine Messung durchgeführt werden.

109843/1520

Patentansprüche

1. Zylindrischer Reaktor für partielle katalytische Oxydationsreaktionen von gasförmigen organischen Verbindungen an festen Katalysatoren, der mit je einem Stutzen für den Eintritt des Reaktionsgasgemisches und den Austritt der Reaktionsprodukte sowie mit einer Vorrichtung zum Heizen und Kühlen des mit Katalysator gefüllten Reaktionsraumes versehen ist, der so ausgebildet ist, daß miteinander reagierende gasförmige Stoffe die Katalysatorschicht radial durchströmen können, dadurch gekennzeichnet, daß der zylindrische Reaktor einen Querschnitt aufweist, in dessen Zentrum sich eine kreisförmige Gaszuführung (1) befindet, um die herum ein in Kreisringsektoren (2 und 3) aufgeteilter innerer Ringraum angeordnet ist, der seinerseits von einem weiteren äußeren Ringraum (4) umgeben ist, wobei die Kreisringsektoren des inneren Ringraumes alternierend als mit Katalysator zu füllende Reaktionsräume (2) mit radialer Gaszuführung (1) von der Mitte zum äußeren als Sammler für die entstehenden Reaktionsprodukte ausgebildeten Ringraum (4) und als mit der Heiz- und Kühlvorrichtung in Verbindung stehende Wärmeaustauscher (3), in denen das Kühlmedium den Reaktor senkrecht zur radialen Strömungsrichtung der Reaktionsgase geführt wird, ausgebildet sind.
2. Zylindrischer Reaktor gemäß Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß sich das Verhältnis der durch die Zwischenwände zwischen den Kreisringsektoren (6) gebildeten Kühlflächen zu dem Volumen der mit Katalysator zu füllenden Reaktionsräume (2) wie $10 \text{ m}^2/\text{m}^3$ bis $200 \text{ m}^2/\text{m}^3$ verhält.
3. Zylindrischer Reaktor gemäß Anspruch 1 und 2, dadurch gekennzeichnet, daß sich das Verhältnis der durch die Zwischenwände zwischen den Kreisringsektoren gebildeten Kühlflächen zu dem Volumen der mit Katalysator zu füllenden Reaktionsräume (2) wie $30 \text{ m}^2/\text{m}^3$ bis $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$ verhält.
4. Zylindrischer Reaktor gemäß Anspruch 1 bis 3, dadurch gekennzeichnet, daß der Kühlplattenabstand am Gaseingang

109843/1520

ORIGINAL INSPECTED

zwischen 7 mm und 40 mm, vorzugsweise 10 mm und 25 mm, beträgt.

5. Verfahren zur partiellen katalytischen Oxydation von gasförmigen organischen Verbindungen an festen Katalysatoren in molekularen Sauerstoff enthaltenden Gasgemischen, bei der die freiwerdende Reaktionswärme mehr als 40 Kcal/Mol beträgt, unter Anwendung von Konzentrationen der gasförmigen organischen Verbindungen an oder oberhalb der unteren Explosionsgrenze, wobei die mittleren Verweilzeiten des Reaktionsgasgemisches zwischen 0,1 und 15 Sekunden betragen, dadurch gekennzeichnet, daß man die Oxydation in einem zylindrischen Reaktor gemäß Anspruch 1 bis 4 durchführt und beim Passieren der Katalysatorschicht eine lineare Gasgeschwindigkeit des Reaktionsgasgemisches zwischen 200 cm/sec und 2 cm/sec einhält.
6. Verfahren nach Anspruch 5, dadurch gekennzeichnet, daß bei einer radial durchströmten Katalysatorschicht von 100 cm bis 200 cm und bei mittleren Verweilzeiten von 1 bis 10 Sekunden eine lineare Gasgeschwindigkeit zwischen 150 cm/sec und 3 cm/sec eingehalten wird.
7. Verfahren nach Anspruch 5 und 6, dadurch gekennzeichnet, daß man Katalysatorkörnungen von einem mittleren Durchmesser von 2 bis 4 mm verwendet.
8. Verfahren nach Anspruch 5 bis 7, dadurch gekennzeichnet, daß man als zu oxydierende gasförmige organische Verbindung Propylen verwendet.

Badische Anilin- & Soda-Fabrik AG

D

Zeichn.

109843/1520

11
Leerseite

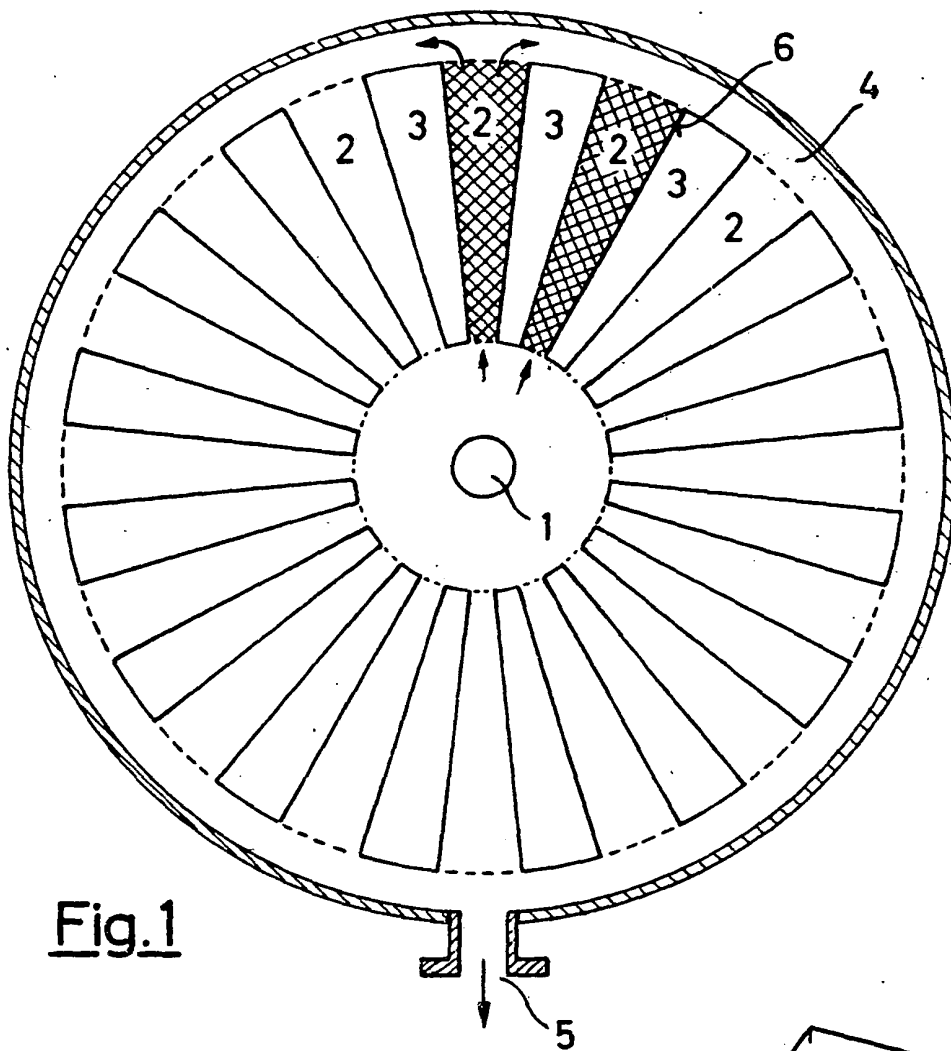


Fig. 1

Fig. 2

